



19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

11 Número de publicación: **2 356 804**

51 Int. Cl.:
F02B 43/00 (2006.01)
F01K 23/06 (2006.01)
F25J 3/04 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Número de solicitud europea: **99905691 .4**
96 Fecha de presentación : **03.02.1999**
97 Número de publicación de la solicitud: **1053392**
97 Fecha de publicación de la solicitud: **22.11.2000**

54 Título: **Separación de aire criogénico combinada con un gasificador integrado.**

30 Prioridad: **04.02.1998 US 73686 P**
02.02.1999 US 241923

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:
13.04.2011

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:
13.04.2011

73 Titular/es: **GE ENERGY (USA), L.L.C.**
4200 Wildwood Parkway
Atlanta, Georgia 30339, US

72 Inventor/es: **Jahnke, Frederick, C.**

74 Agente: **Carpintero López, Mario**

ES 2 356 804 T3

Aviso: En el plazo de nueve meses a contar desde la fecha de publicación en el Boletín europeo de patentes, de la mención de concesión de la patente europea, cualquier persona podrá oponerse ante la Oficina Europea de Patentes a la patente concedida. La oposición deberá formularse por escrito y estar motivada; sólo se considerará como formulada una vez que se haya realizado el pago de la tasa de oposición (art. 99.1 del Convenio sobre concesión de Patentes Europeas).

DESCRIPCIÓNCAMPO DE LA INVENCION

5 La invención se refiere a la operación de un sistema de generación de energía de ciclo combinado de gasificador integrado/unidad de separación de aire criogénica combinada y, en particular, a una unidad de separación de aire criogénica de operación a capacidad constante durante periodos de demanda de energía variables para el sistema de generación de energía combinado de gasificador integrado y a un procedimiento para la operación de la unidad de separación de aire para variar su consumo de energía con el fin de maximizar la producción neta de energía de ciclo combinado de gasificador integrado durante períodos de demanda pico al tiempo que se mantiene la eficacia pico cuando el sistema de generación de energía de ciclo combinado de gasificador integrado opera a una producción de energía variable.

ANTECEDENTES DE LA INVENCION

El escalado de los costes de la energía ha intensificado los esfuerzos para desarrollar fuentes de energía alternativas. Un resultado de este esfuerzo es la planta de energía de ciclo combinado de gasificador integrado.

15 La generación de electricidad mediante sistemas de energía de ciclo combinado de gasificador integrado ofrece la posibilidad de un coste de energía reducido e impacto medioambiental más bajo que las plantas de energía de combustión de carbón convencionales. En estos sistemas avanzados, el carbón u otros materiales carbonáceos experimentan una reacción de gasificación de oxidación parcial con oxígeno que usualmente tiene una pureza de al menos 80% en volumen de oxígeno. El gas producido se limpia para proporcionar un gas combustible sintético con bajo contenido en azufre. Este gas combustible el cual comprende fundamentalmente hidrógeno y monóxido de carbono puede usarse en un sistema de generación de turbina de gas para producir energía eléctrica con emisiones medioambientales reducidas.

20 El creciente interés en la tecnología de ciclo combinado de gasificación en los últimos años ha estado estimulado por la mayor eficacia y fiabilidad demostrada de las turbinas de gas avanzadas, los procedimientos de gasificación del carbón, y los sistemas de separación del aire que son usados en los sistemas de ciclo combinado de gasificador integrado. La apropiada integración de estos tres componentes principales de un sistema de ciclo combinado de gasificador integrado es esencial para lograr el máximo de eficacia operativa y el mínimo de coste de la energía.

25 El sistema de ciclo combinado de gasificador integrado es descrito con más detalle en la Patente de EE.UU. 4.328.008 de Munger y otros, y en la Patente de EE.UU. 4.052.176 de Child y otros. La divulgación de estas patentes se incorpora en la presente por referencias.

30 Los sistemas de generación de energía basados en la combustión, incluyendo los sistemas de ciclo combinado de gasificador integrado, están sometidos a periodos de operación por debajo de la capacidad de diseño del sistema debido a cambios en la demanda de energía eléctrica. Durante estos periodos, dichos sistemas operan por debajo de la eficacia del diseño. En consecuencia, la selección del equipamiento y el diseño del procedimiento de un sistema de ciclo combinado de gasificador integrado deben hacer frente a la operación en régimen uniforme a la capacidad de diseño, así como a la operación en condiciones de fuera de diseño, de carga parcial, o de bajada.

35 Un sistema de ciclo combinado de gasificador integrado de aire y nitrógeno integrado es una opción preferida dado el potencial de operación de un sistema de este tipo en cuanto a la eficacia general máxima, particularmente cuando el sistema debe operar también en condiciones de fuera de diseño, de carga parcial, o de bajada.

40 Dado que la operación de una planta de este tipo depende de la demanda del consumidor de electricidad, la entrada de oxígeno a la planta necesita frecuentemente variar conjuntamente con la demanda de electricidad y la reducción de la demanda de energía que se produce en el ciclo de demanda de energía diaria típico. Por ejemplo, la demanda de energía nocturna en una planta de ciclo combinado de gasificador integrado típico puede ser 50-75% de la demanda diurna. Igualmente, pueden producirse cambios estacionales en la demanda de energía. Durante la demanda de energía reducida, la planta debe operar a carga parcial, es decir, "de bajada" disminuyendo el flujo de aire y de combustible a la cámara de combustión de la turbina de gas.

45 La variación de rendimiento del sistema de ciclo combinado de gasificador integrado corresponde o bien a un incremento o una disminución de la necesidad de productos procedentes de la unidad de separación de aire que produce oxígeno y nitrógeno para uso en el sistema, lo más importante, las cantidades de oxígeno necesarias para la operación del gasificador. Igualmente, es importante que durante el incremento o disminución de la producción por la unidad de separación de aire, la pureza de los productos se mantenga en o por encima de los niveles requeridos por el procedimiento de gasificación.

50 Desgraciadamente, se crea un problema por la integración de la unidad de separación de aire con el sistema de ciclo combinado de gasificador integrado. Antes de la aparición del sistema de ciclo combinado de gasificador integrado, las unidades de separación de aire no tenían que variar su producción de manera tan severa como la que requiere la operación de un ciclo combinado de gasificador integrado, y estaban diseñadas de acuerdo con ello. Típicamente, las demandas establecidas para una unidad de separación de aire totalmente integrada son tales que

deben ser capaces de operar dentro del intervalo de 50% a 100% de la capacidad de diseño al tiempo que responden a variaciones en el ritmo de producción, a veces denominado como "en rampa", a aproximadamente del 3% de capacidad por minuto.

5 Con el fin de ilustrar el problema, durante la operación de carga parcial o "bajada" de la unidad de separación de aire, se necesita menos producto, pero los líquidos en las columnas de destilación se inflaman conforme la presión de suministro de aire disminuye tendiendo a generar más producto. Igualmente, el líquido inflamado es rico en oxígeno lo cual puede potencialmente degradar la pureza de las corrientes de producto de nitrógeno y oxígeno.

10 En consecuencia, surge el problema de cómo controlar las variaciones en una unidad de separación de aire que pueda tener una presión de aire de suministro comprimido variable, al tiempo que se cumplen las demandas variables de oxígeno y las exigencias estrictas de pureza.

15 Sería deseable para la unidad de separación de aire tener la capacidad de producción de oxígeno para cumplir con las exigencias de carga pico mientras no opera al nivel sub-óptimo durante los periodos de fuera de pico, puesto que la eficacia de la unidad de separación de aire disminuye cuando no opera en u opera cerca de su capacidad de diseño. Igualmente, sería deseable ser capaces de incrementar la generación de energía hasta niveles por encima del diseño durante los periodos pico sin incurrir en costes adicionales procedentes de un equipamiento sobredimensionado o de condiciones de operación no óptimas.

20 El objetivo es encontrar una técnica que permita a la unidad de separación de air producir oxígeno a un nivel eficaz independientemente de fluctuaciones en las exigencias resultantes de la variación de la demanda de electricidad para una unidad de separación de aire integrada, al tiempo que se mantiene una pureza razonablemente constate para satisfacer los criterios del gasificador del sistema de generación de energía de ciclo combinado de gasificador integrado.

La Patente de EE.UU. No. 5.526.647 de Grenier, incorporada en la presente invención por referencia, divulga un procedimiento para la producción de oxígeno gaseoso bajo presión a un ritmo de flujo variable usando un depósito de almacenamiento de aire líquido y un depósito de almacenamiento de oxígeno líquido.

25 El aire de entrada es enfriado en un intercambiador de calor mediante el intercambio de calor con los productos procedentes de un aparato de destilación. El oxígeno líquido es extraído del aparato de destilación, llevado a la presión de vaporización, vaporizado y calentado nuevamente en el intercambiador de calor mediante el aire de entrada, el cual, como consecuencia de ello, se licúa.

30 Durante una reducción de la demanda de oxígeno gaseoso bajo presión con relación al ritmo de flujo nominal, el exceso de oxígeno líquido producido por el aparato de destilación es extraído y enviado a un depósito de almacenamiento de oxígeno líquido. Una cantidad de aire líquido previamente almacenado, que corresponde en cantidad al oxígeno líquido extraído, es introducido dentro del aparato de destilación.

35 Durante un incremento de la demanda de oxígeno gaseoso bajo presión con relación al ritmo de flujo nominal, el exceso de oxígeno es extraído en forma líquida del depósito de almacenamiento de oxígeno líquido, llevado a la presión de vaporización, y vaporizado bajo esta presión en el intercambiador de calor. Una cantidad correspondiente de aire es almacenada, la cual ha sido licuada mediante dicha vaporización, en el depósito de almacenamiento de aire líquido.

Las desventajas de este sistema incluyen la necesidad de disponer de dos depósitos de almacenamiento, uno para aire líquido, el otro para oxígeno líquido, y disponer de conducciones y medios de bombeo para el transporte de dichos gases licuados.

40 El almacenamiento de oxígeno en la forma de un gas o líquido en tanques externos entraña altos costes de capital. El almacenamiento de O₂ líquido fuera de la sección de refrigeración o del compartimento frío de la unidad de separación de aire, impone grandes costes de refrigeración para mantener la temperatura a su nivel adecuado.

45 La Patente de EE.UU. No. 5.265.429 de Dray, incorporada en la presente invención por referencia, se adecúa a la variación de carga en la planta mediante el uso de una caldera de producto para generar O₂ gaseoso a partir de O₂ líquido acoplada con un tanque de almacenamiento de aire líquido entre la caldera de producto y la rectificación criogénica con el fin de resolver tanto la pérdida de refrigeración causada por la extracción de oxígeno líquido como de las fluctuaciones de operación en la planta de rectificación criogénica.

La Patente de EE.UU. No. 5.437.160 de Darredeau, se refiere a unidades de separación de aire en las que el oxígeno producido se usa en un sistema de energía de ciclo combinado de gasificador integrado.

50 Darredeau propone resolver el problema de la variación de demanda de oxígeno introduciendo un exceso de nitrógeno rico en líquido dentro del aparato de destilación cuando la demanda de producto o de ritmo de flujo del aire suministrado se incremente y extrayendo un exceso de nitrógeno rico en líquido procedente del aparato de destilación y almacenando este líquido cuando la demanda de producto o el ritmo de flujo del aire suministrado disminuya.

El Documento EP-A-0793010 (Air Pproducts and Chemicals Inc.) describe una turbina de alta presión y un

sistema de separación de aire. El oxígeno puede usarse inmediatamente o almacenarse y usarse posteriormente, dependiendo de la producción/demanda. El procedimiento de la reivindicación 1 difiere del de la técnica anterior en que en el primer modo el oxígeno líquido extraído del depósito se vaporiza a presión elevada mediante una bomba de oxígeno líquido en un vaporizador.

5 La presente invención se enfrenta a la necesidad de procedimientos mejorados para operar sistemas de generación de energía avanzados, y en particular describe la operación mejorada del sistema de ciclo combinado de gasificador integrado de aire y oxígeno integrado y sistemas de unidades de separación de aire a diversas condiciones de carga.

SUMARIO DE LA INVENCION

10 De acuerdo con la presente invención, se proporciona un procedimiento para la producción de oxígeno para alimentar un sistema de generación de energía de ciclo combinado de gasificador integrado a un ritmo que corresponde a la demanda de energía de la producción de energía de ciclo combinado de gasificador integrado durante periodos de demanda pico al tiempo que se mantiene la eficacia pico cuando el sistema de generación y energía de ciclo combinado de gasificador integrado opera a producción de energía variable, que comprende

15 la destilación criogénica de aire en una unidad de separación de aire que comprende medios de destilación, medios de intercambio de calor y un depósito de almacenamiento en frío de oxígeno líquido;

20 en el que durante la reducción de demanda de energía procedente del sistema de ciclo combinado de gasificador integrado, con relación a su demanda de producción de energía nominal, se produce oxígeno líquido en exceso con relación al requerido por el sistema de ciclo combinado de gasificador integrado y dicho exceso de oxígeno líquido se recoge y almacena en el depósito de almacenamiento en frío de oxígeno líquido de dicha unidad de separación de aire; y

25 en el que durante un incremento en la demanda de energía procedente del sistema de ciclo combinado de gasificador integrado, con relación a su demanda de producción de energía nominal, en un modo de operación (i) el oxígeno líquido recogido se extrae del depósito de almacenamiento en frío de oxígeno líquido y se vaporiza a presión elevada en un intercambio de calor indirecto con el aire producido mediante destilación criogénica en la unidad de separación de aire, y en otro modo de operación (ii) el oxígeno líquido recogido se extrae del depósito de almacenamiento en frío de oxígeno líquido y se combina con una corriente de oxígeno líquido antes de entrar en el intercambiador de calor.

30 El procedimiento de la invención puede usarse en un sistema integrado que comprende un ciclo combinado de gasificador integrado que produce energía, una unidad de separación de aire que proporciona oxígeno al gasificador de la unidad de gasificación de oxidación parcial y una sección de la invención que almacena oxígeno líquido o aire líquido hasta que es necesario. En una realización preferida, la unidad de separación de aire se diseña para operar a una tasa constante de producción de oxígeno a lo largo del día, siendo almacenado el oxígeno producido dentro de la sección de refrigeración o el compartimento frío de la unidad de separación de aire. Esto evita los problemas que pueden surgir con cambios en la pureza del producto asociados con los procedimientos de rampa ascendente y rampa descendente, así como permitir ahorrar costes de capital en la operación de una unidad de separación de aire más pequeña, puesto que siempre estará operando en o cerca de su capacidad de diseño, y permitiendo un consumo de energía reducido por la unidad de separación de aire durante los periodos de demanda pico.

DESCRIPCION DEL DIBUJO

40 La Figura 1 es un diagrama esquemático del procedimiento de la presente invención.

DESCRIPCION DE LAS REALIZACIONES PREFERIDAS

45 Pueden obtenerse mejoras asociadas con la calidad del producto y la eficacia de operación, así como de ahorros en capital y costes de operación, usando un procedimiento en el que el ritmo de producción de oxígeno se mantiene a un nivel óptimo estable a lo largo del día y no está sujeto a fluctuaciones significativas durante los cambios en las condiciones de operación de la planta de energía. La unidad de separación de aire opera en o cerca de su capacidad durante los periodos de coste de energía más bajos y, en los casos en que típicamente se requieren variaciones en el ritmo de producción de oxígeno con el fin de ajustar las exigencias de oxígeno del gasificador, a veces denominado como "siguiente carga", puede compensarse usando cantidades inventariadas de oxígeno producido durante periodos cuando el coste de energía variable es menor.

50 en el que durante un incremento en la demanda de energía procedente del sistema de ciclo combinado de gasificador integrado, con relación a su demanda de producción de energía nominal, en un modo de operación (i) el oxígeno líquido recogido se extrae del depósito de almacenamiento en frío de oxígeno líquido y se vaporiza a presión elevada en un intercambio de calor indirecto con el aire producido mediante destilación criogénica en la unidad de separación de aire, y en otro modo de operación (ii) el oxígeno líquido recogido se extrae del depósito de

almacenamiento en frío de oxígeno líquido y se combina con una corriente de oxígeno líquido antes de entrar en el intercambiador de calor.

El procedimiento de la invención puede usarse en un sistema integrado que comprende un ciclo combinado de gasificador integrado que produce energía, una unidad de separación de aire que proporciona oxígeno al gasificador de la unidad de gasificación de oxidación parcial y una sección de la invención que almacena oxígeno líquido o aire líquido hasta que es necesario. En una realización preferida, la unidad de separación de aire está diseñada para operar a una tasa constante de oxígeno a lo largo del día con el exceso.

El procedimiento de la invención separa aire usando un sistema de destilación criogénico que tiene al menos una columna de destilación en la cual se separa el aire en corrientes ricas en oxígeno y ricas en nitrógeno en o relativamente cerca del ritmo de diseño de las plantas de las unidades de separación de aire, independientemente de las condiciones de carga sobre el sistema de ciclo combinado de gasificador integrado. El procedimiento mantiene de manera substancial las exigencias de pureza del producto tanto durante un incremento en la demanda de energía y de suministro de presión de aire como durante una disminución en la demanda de producto y de suministro de presión de aire. Se evitan los problemas asociados con rápidos incrementos adicionales, comúnmente denominados como de "rampa ascendente o rampa descendente, de producción de oxígeno.

Una ventaja significativa del sistema de la invención es que desplaza el uso de energía para la separación y licuación de oxígeno desde periodos de alto coste de la energía hasta periodos de bajo coste de la energía.

La unidad de separación de aire continúa produciendo aire u oxígeno líquido a un ritmo eficaz durante periodos fuera de pico. El aire u oxígeno líquido no requerido para uso inmediato se almacena en la parte de abajo de una columna de destilación inferior, incrementándose el nivel de líquido en la parte de abajo de la columna, o en un depósito de almacenamiento separado dentro del compartimento frío de la unidad de separación de aire, y se mantiene para su uso durante periodos pico cuando se recupera el valor de refrigeración del aire u oxígeno líquido inventariado con el fin de incrementar la capacidad de la unidad de separación de aire y al mismo tiempo proporcionar oxígeno vaporizado adicional para suministrar al gasificador.

Durante periodos pico se suministra la misma cantidad o una cantidad incrementada de oxígeno al gasificador al tiempo que se reduce o mantiene el volumen de aire que pasa del compresor a la unidad de separación de aire y se suplementa el rendimiento de oxígeno usando el oxígeno líquido de la invención producido durante periodos fuera de pico de bajo coste de energía. Esto reduce la energía consumida por tonelada de oxígeno puesto que debe comprimirse menos aire durante el periodo de demanda de energía pico. Esto reduce de manera significativa la penalización del coste de energía generalmente asociado con la producción de oxígeno líquido.

El procedimiento de la invención es tan flexible y eficaz que el tamaño requerido de la unidad de separación de aire y la demanda de energía de la unidad de separación de aire es significativamente menor que la del diseño y operación convencional en el caso en que varíe la demanda de oxígeno. La modificación en la demanda de energía de la unidad de separación de aire de pico a fuera de pico, permite que el rendimiento neto del sistema de ciclo combinado de gasificador integrado varíe más que la variación del rendimiento bruto al tiempo que está funcionando la turbina de combustión y las unidades de gasificación en o cerca del óptimo en todo momento.

Con referencia a la Figura 1, un suministro de corriente de aire 30, de la cual se han eliminado las impurezas de bajo punto de ebullición tales como vapor de agua y dióxido de carbono, se comprime en un compresor de aire 1. La corriente de aire comprimido resultante 2 entra en el intercambiador de calor principal 3 en donde se enfría, mediante intercambio de calor indirecto con corrientes de retorno, desde temperatura ambiente hasta una temperatura adecuada para la separación del aire por rectificación. El aire comprimido, enfriado, abandona el intercambiador de calor 3 a través de la conducción 4 y entra en la columna de destilación de alta presión 5 de un sistema de destilación de doble columna.

En la columna de destilación de alta presión 5 el aire comprimido, enfriado, se fracciona en un vapor de nitrógeno de alta presión por la parte superior 25 y líquido enriquecido en oxígeno por la parte inferior 11. El vapor de nitrógeno de alta presión 25 entra por la parte de abajo de la columna de destilación de baja presión 6 en donde se condensa mediante intercambio de calor indirecto con oxígeno líquido en ebullición introducido en la columna 6 a través de la conducción 27. Una porción 26 del nitrógeno líquido condensado sale de la parte inferior de la columna de destilación 6 y vuelve como reflujo puro a la columna de destilación de alta presión 5. Una segunda porción 12 del nitrógeno líquido se separa del nitrógeno líquido condensado 26 y entra en el intercambiador de calor 8, y en el cual se sub-enfría e introduce en la columna 8 a través de la conducción 17.

El nitrógeno gaseoso de baja presión de la parte superior 7, generalmente a una presión dentro del intervalo de 414 a 621 kPa absolutos, sale de la columna de destilación de baja presión 6, y se recicla a través del intercambiador de calor 8, saliendo a través de la conducción 9 después de calentamiento parcial y entra en el intercambiador de calor 3. Los contenidos de refrigeración de la corriente de nitrógeno 7 son vueltos a capturar mediante los intercambiadores de calor 8 y 3. La corriente de nitrógeno sale del intercambiador de calor 3 a través de la conducción 23 en donde sale a la atmósfera u opcionalmente se transfiere a la turbina de combustión del sistema de ciclo combinado de gasificador integrado (no mostrada).

El líquido de la parte inferior enriquecido en oxígeno 11 que sale de la columna 5 entra en el intercambiador de calor 8 en donde se enfría y la corriente de salida 27 se suministra a un punto intermedio de la columna 6 para posterior destilación y purificación.

5 Una porción 19 del suministro de aire que abandona el compresor 1 se divide a partir de la conducción 2 y se suministra, opcionalmente después de pasar a través de un compresor de refuerzo (no mostrado), el intercambiador de calor 3. Después de enfriamiento en el intercambiador de calor 3, la corriente de aire 14 sale del intercambiador de calor y entra en el expansor 15, en donde se expande, enfría e introduce a través de la conducción 16 dentro de un punto intermedio de la columna 6 para proporcionar refrigeración y separar los componentes mediante destilación.

10 El reflujo de nitrógeno condensado 17 y el líquido de la parte inferior enriquecido en oxígeno a presión reducida 27 se destilan en la columna 6 para producir una corriente de nitrógeno gaseoso 7 que sale por la parte superior. Una corriente de oxígeno líquido sale de la columna 6 a través de la conducción 18. El oxígeno líquido en exceso puede almacenarse en la parte inferior de la columna de destilación de baja presión 6. Opcionalmente, el oxígeno líquido procedente de la columna de destilación de baja presión 6 se transfiere a través de la conducción 13 al depósito 21 y se almacena en el depósito de almacenamiento de oxígeno líquido 21 hasta el momento en que es necesario durante periodos de alta demanda de energía en el sistema de ciclo combinado de gasificador integrado. Cuando es necesario, el oxígeno líquido se recicla desde el depósito de almacenamiento 21 a través de la conducción 24 y se combina con la corriente de oxígeno líquido 18 que entra en el intercambiador de calor 8.

15 Opcionalmente, el oxígeno líquido procedente del depósito de almacenamiento 21 se transfiere a través de la conducción 29 a la bomba de oxígeno líquido 31 en donde se presuriza y fluye a través de la conducción 32 al vaporizador 33 en donde se evapora, proporcionando un producto de oxígeno de alta presión sin gasto de la energía requerida por el compresor. El oxígeno gaseoso de alta presión que sale del evaporador 33 a través de la conducción 34 puede combinarse a través de la conducción 35 con la corriente de producto de oxígeno 20 que sale del compresor 22.

20 El receptáculo de almacenamiento 21 se sitúa entre el compartimento frío de la unidad de separación de aire, manteniendo, de esta forma, el oxígeno en estado líquido con pequeño gasto de energía. En una realización preferida, el oxígeno líquido en exceso producido puede almacenarse en la parte inferior de la columna de destilación de baja presión.

25 El oxígeno gaseoso 18 sale de la columna 6 y entra en el intercambiador de calor 8, saliendo como corriente 10, la cual entra en el intercambiador de calor 3 y sale a través de la conducción 28. A continuación, el oxígeno se comprime en el compresor 22 y sale como oxígeno gaseoso de alta presión 20.

30 Durante los periodos de demanda pico, el flujo en ciertas conducciones puede incrementarse. Como un ejemplo, el flujo de aire comprimido en la conducción 2 puede incrementarse desde un flujo normal de aproximadamente 100% hasta aproximadamente 105% y el flujo de oxígeno líquido en la conducción 18 desde aproximadamente 100% hasta aproximadamente 115%. Inversamente, en tiempos fuera de pico, el flujo en ciertas conducciones puede disminuir. El flujo de aire comprimido en la conducción 2 puede disminuir desde un flujo normal de aproximadamente 100% hasta aproximadamente 95% y el del oxígeno líquido en la conducción 18 desde aproximadamente 100% hasta aproximadamente 85%.

35 Es preferible mantener el flujo de aire que entra en el sistema a través de la conducción 2 a un nivel constante para evitar cualquier relación con la rampa ascendente o rampa descendente del sistema o de variaciones en la calidad del producto que puedan resultar de cambios en el flujo de entrada. El sistema es suficientemente flexible como para que cambios en el flujo de entrada no causen fluctuaciones significativas en la eficacia del sistema.

EJEMPLO 1

40 En este ejemplo, se calcularon diversos consumos de energía con el fin de determinar las diferencias en el consumo de energía usando la unidad de separación de aire de operación constante tal como se ha descrito anteriormente. Los resultados demuestran que se obtienen 2 megawatios (MW) de rendimiento de potencia neta adicional usando el sistema integrado divulgado. Esto demuestra igualmente que puede obtenerse un rendimiento de energía neta equivalente a partir de una unidad de separación de aire más pequeña con menores costes de capital asociado cuando varía la demanda de oxígeno.

ES 2 356 804 T3

	Capacidad 100% (pico) (MW)		Capacidad 75% (fuera de pico) (MW)	
	Sin siguiente carga	Con siguiente carga	Sin siguiente carga	Con siguiente carga
Rendimiento de turbina típica (bruto)	303	303	227,25	233,31
Demanda de energía de la unidad de separación de aire típica	35	33	26,25	28,88
Aire	17	15	12,75	15
Oxígeno	9	9	6,75	6,93
Nitrógeno	9	9	6,75	6,93
Rendimiento de energía neta	268	270	201,00	204,45

REIVINDICACIONES

- 5 1. Un procedimiento para la producción de oxígeno para alimentar un sistema de generación de energía de ciclo combinado de gasificador integrado a una tasa que corresponde a la demanda de energía de la producción de energía de ciclo combinado de gasificador integrado durante períodos de demanda pico al tiempo que se mantiene la eficacia pico cuando el sistema de generación y energía de ciclo combinado de gasificador integrado opera a producción de energía variable, que comprende
- la destilación criogénica de aire en una unidad de separación de aire que comprende medios de destilación (5), medios de intercambio de calor (8) y un único depósito de almacenamiento en frío de oxígeno líquido (21);
- 10 en el que durante la reducción de demanda de energía procedente del sistema de ciclo combinado de gasificador integrado, con relación a su demanda de producción de energía nominal, se produce oxígeno líquido en exceso con relación al requerido por el sistema de ciclo combinado de gasificador integrado y dicho exceso de oxígeno líquido se recoge y almacena en el depósito de almacenamiento en frío de oxígeno líquido (21) de dicha unidad de separación de aire; y
- 15 en el que durante un incremento en la demanda de energía procedente del sistema de ciclo combinado de gasificador integrado, con relación a su demanda de producción de energía nominal, en un modo de operación (i) el exceso de oxígeno líquido se extrae del depósito de almacenamiento en frío de oxígeno líquido (21) y se vaporiza a presión elevada mediante una bomba de oxígeno líquido (31) y un vaporizador (33), y
- 20 en otro modo de operación (ii) el exceso de oxígeno líquido se extrae del depósito de almacenamiento en frío de oxígeno líquido (21) y se combina con oxígeno líquido procedente de los medios de destilación (5) que no está en exceso y se vaporiza a presión elevada en un intercambio de calor indirecto con el aire producido mediante destilación criogénica.
2. El procedimiento de la reivindicación 1, en el que el oxígeno se produce a un caudal variable.
3. El procedimiento de la reivindicación 1, en el que el oxígeno se produce a un caudal substancialmente constante.
- 25 4. El procedimiento de la reivindicación 1, en el que el oxígeno se produce a un caudal constante.

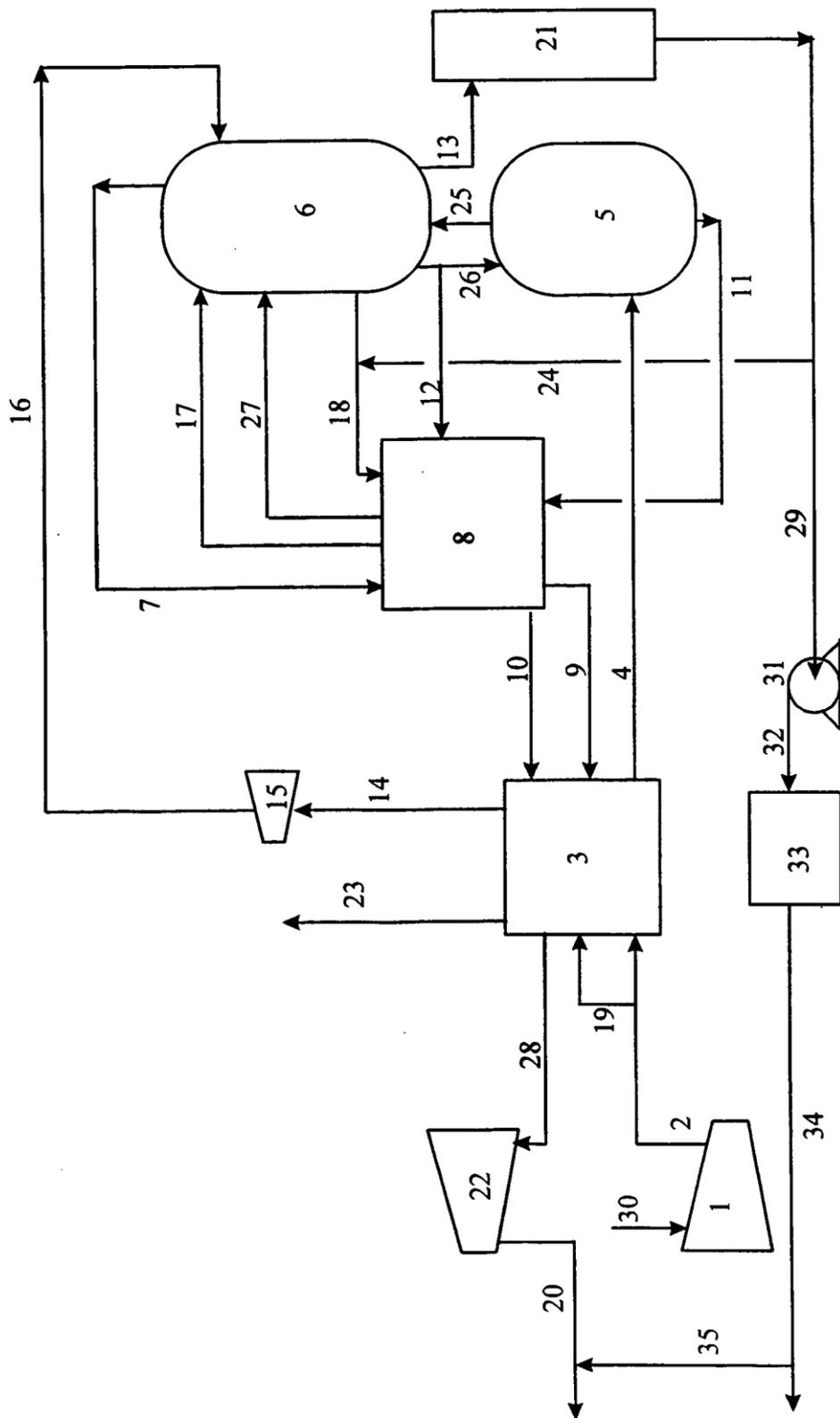


FIG. 1